

Document made available under the Patent Cooperation Treaty (PCT)

International application number: PCT/EP05/001330

International filing date: 10 February 2005 (10.02.2005)

Document type: Certified copy of priority document

Document details: Country/Office: DE
Number: 10 2004 014 292.0
Filing date: 22 March 2004 (22.03.2004)

Date of receipt at the International Bureau: 08 April 2005 (08.04.2005)

Remark: Priority document submitted or transmitted to the International Bureau in compliance with Rule 17.1(a) or (b)



World Intellectual Property Organization (WIPO) - Geneva, Switzerland
Organisation Mondiale de la Propriété Intellectuelle (OMPI) - Genève, Suisse

BUNDESREPUBLIK DEUTSCHLAND



Prioritätsbescheinigung über die Einreichung einer Patentanmeldung

Aktenzeichen: 10 2004 014 292.0

Anmeldetag: 22. März 2004

Anmelder/Inhaber: Lurgi AG,
60439 Frankfurt/DE

Bezeichnung: Koproduktion von Methanol und Ammoniak
aus Erdgas

IPC: C 07 C, C 01 C, C 01 B

Die angehefteten Stücke sind eine richtige und genaue Wiedergabe der ursprünglichen Unterlagen dieser Patentanmeldung.

München, den 23. März 2005
Deutsches Patent- und Markenamt
Der Präsident
Im Auftrag

Schmidt G.

5 Koproduktion von Methanol und Ammoniak aus Erdgas

- 10 Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Koproduktion, das heißt zur gleichzeitigen Erzeugung von Methanol und Ammoniak aus Erdgas in einem einzigen ununterbrochenen Prozessablauf.

Es ist eine weit verbreitete Praxis bei der industriellen Gewinnung von Methanol und Ammoniak, getrennte Prozesse zu entwickeln und aufzubauen, um jeweils
15 eines dieser beiden Produkte zu erzeugen. Aus ökonomischer Sicht vorteilhaft ist es dagegen, sowohl Methanol als auch Ammoniak in einem einzigen Prozessablauf herzustellen, denn dadurch werden die Kosten gegenüber zwei getrennten Prozessabläufen für jedes Produkt erheblich gemindert. Die Kosten
20 werden nicht nur während der Durchführung des Herstellungsverfahrens gesenkt, sondern auch schon durch verringerte Anschaffungen für die erforderlichen Ausrüstungsteile zur Herstellung der Anlage.

Die Integration der Methanolherstellung und der Ammoniakherstellung in einem
25 einzigen Verfahren ist seit langem bekannt, vgl. hierzu beispielsweise die US 3 598 527. Die Synthese von Methanol und von Ammoniak erfolgen dabei hintereinander, und das Reinigungsgas aus der zuerst durchgeführten Synthese wird der nachfolgenden Synthese zugeleitet. Demgegenüber ist aus der DE 696 08 301 T2 ein Verfahren mit zwei separaten Prozessen zur Gewinnung von Me-
30 thanol und Ammoniak bekannt, wobei der Dampfreformer bei der Gewinnung von Methanol seine Energie aus der Gewinnung von Ammoniak erhält.

Alle diese Verfahren haben zum Nachteil, dass die Synthese von Methanol und die Synthese von Ammoniak nicht gleichzeitig und unabhängig voneinander aus
35 einem einzigen Synthesegasstrom erfolgen.

- 5 Aus der DE 102 26 209 A1 ist die Zerlegung eines Synthesegases bekannt, wobei Methanol-Synthesegas, Ammoniak-Synthesegas, Kohlenmonoxid und Kohlendioxid gewonnen werden.

- Aufgabe der vorliegenden Erfindung ist es, ein Verfahren zur Verfügung zu stellen, mit dem gleichzeitig Methanol und Ammoniak in einem einzigen integrierten
10 Prozess hergestellt werden.

Die Aufgabe wird gelöst durch ein Verfahren mit den Schritten von Anspruch 1.

- 15 Vorteilhafte Ausführungsformen sind Gegenstand der Unteransprüche.

- Mit dem erfindungsgemäßen Verfahren lassen sich z.B. 5.000 t Methanol pro Tag gewinnen. Die Synthese von Methanol erfordert hierbei eine Synthesegaszusammensetzung mit einer Stöchiometriezahl von 2.05 und einer Kohlendioxidkonzentration im Bereich zwischen 2% und 3%. Die Stöchiometriezahl S_n
20 wird nach folgender Formel berechnet:

$$S_n = ([H_2] - [CO_2]) / ([CO_2] + [CO]).$$

- 25 Hierbei stehen die Größen $[H_2]$, $[CO_2]$ und $[CO]$ für die Molenbrüche von Wasserstoff, Kohlendioxid und Kohlenmonoxid, wie sie jeweils in dem Synthesegas vorliegen.

- Darüber hinaus lassen sich mit dem erfindungsgemäßen Verfahren z.B. 4.000 t
30 Ammoniak pro Tag erzeugen. Ein Teil hiervon kann zur Herstellung von Harnstoff verwendet werden. Für die Synthese von Ammoniak benötigt man eine Mischung aus Wasserstoff und Stickstoff im Molverhältnis von 3:1 und mit weniger als 10 ppm an Bestandteilen, in denen Sauerstoff enthalten ist.

- 35 Weiterhin können z.B. 6.800 t Harnstoff pro Tag hergestellt werden. Die Synthese von Harnstoff erfordert reinen Ammoniak und Kohlendioxid mit einem Reinheitsgrad von mehr als 98.5%.

- 5 Diese Erfordernisse werden erfüllt durch die folgende Vorgehensweise:

Aus Erdgas (Strom 1) wird in dem Reaktor A bei einem Druck von ungefähr 40 bar Rohsynthesegas erzeugt (Ströme 2 und 3).

- 10 Das Rohsynthesegas aus dem Reaktor A wird in einen Strom für die Methanolsynthese (Strom 2) und einen Strom zu dem Kohlenmonoxid-Konversionsreaktor im Reaktor B aufgespalten (Strom 3). Die Aufspaltung erfolgt dabei in einem Verhältnis, dass dem Reaktor B mehr Gas zugeleitet wird als für die Methanolsynthese verwendet wird.

15

Das gekühlte und kondensierte Gas (Strom 4) wird in dem Verdichter und Absorber C gegebenenfalls komprimiert und einer Kohlendioxid-Absorptionskolonne zugeführt. Das kohlendioxidfreie Gas wird einer Reinigungseinheit D zugeführt (Strom 5), das gewonnene Kohlendioxid wird für die

- 20 Harnstoffsynthese abgezweigt (Strom 14) und verbleibende Verunreinigungen werden dem Brennstoffsystem zugeführt. Der Rest des Gases wird in einer Feinwaschsektion der Absorptionskolonne behandelt, um eine Kohlendioxidkonzentration von weniger als 10 ppm zu erlangen, und wird anschließend ebenfalls zur Reinigungseinheit D geleitet (Strom 5).

25

Im Gas zurückgebliebene Verunreinigungen werden in der Reinigungseinheit D durch Druckwechselabsorption an einem Molekularsieb entfernt. Der dabei entstehende Wasserstoff wird aufgespalten in zwei Ströme. Der eine (Strom 6), wird dem Methanol-Synthesegasstrom (Strom 7) zugeleitet, um das korrekte stöchiometrische Verhältnis von 2.05 herbeizuführen, und der zweite wird mit Stickstoff von der Lufttrennungseinheit G (Strom 12) vermischt, um Ammoniak-Synthesegas (Strom 8) für die Einheit F zu erhalten. Verunreinigungen in Form von Methan, Argon und Kohlenmonoxid werden in das Brennstoffsystem zurückgeführt, um als Brennstoff für die im Prozess verwendeten Öfen zu dienen.

35

In den Einheiten E und F werden der Methanol-Synthesegasstrom und der Ammoniak-Synthesegasstrom (Ströme 7 und 8) jeweils in Methanol (Strom 9)

5 und Ammoniak (Strom 10) umgewandelt. Das Methanol wird in der Einheit E durch Destillation gereinigt, und in der Einheit F wird reines Ammoniak gewonnen, welches keine weitergehende Reinigung erforderlich macht.

Wie oben bereits erwähnt, wird das Kohlendioxid für die Harnstoffsynthese aus dem Verdichter und Absorber C gewonnen (Strom 14).

Die Erfindung wird im Folgenden beispielhaft anhand der Zeichnungen erläutert. Es zeigen

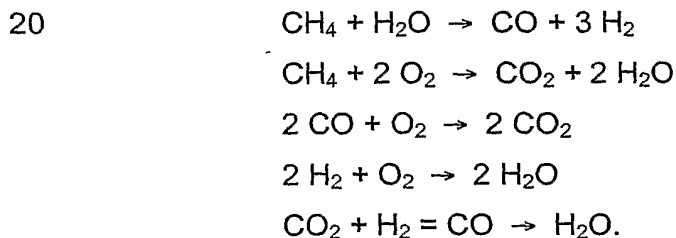
15 Figur 1 eine Anordnung zur Koproduktion von Methanol und Ammoniak aus Erdgas, wie sie dem oben beschriebenen Verfahren entspricht,

Figur 2 eine Anordnung zur Koproduktion von Methanol und Ammoniak, wobei in der Reinigungseinheit D zusätzlich eine Wäsche mit flüssigem Stickstoff der Lufttrennungseinheit G (Strom 12) vorgesehen ist. In diesem Fall wird der dem Methanol-Synthesegas zugeleitete Wasserstoff (Strom 6) bereits dem Verdichter und Absorber C entnommen,

25 Figur 3 eine Anordnung zur Koproduktion von Methanol und Ammoniak, wobei auf den Verdichter und Absorber C gänzlich verzichtet wird, und die Reinigungseinheit D die Druckwechselabsorption mit einschließt. In diesem Fall wird kein Kohlendioxid für die Harnstoffsynthese abgezweigt.

Im Reaktor A findet die Synthesegaserzeugung statt. Dabei können einige oder alle der folgenden Einzelschritte umfasst sein: Entschwefelung des Erdgases, Anfeuchtung bis hin zur Sättigung mit Wasserdampf, Vorheizung in einem Ofen, Präreformierung, katalytische partielle Oxidation mit Sauerstoff aus einer Lufttrennungseinheit sowie Gaskühlung in einem Abhitzeessel zur gesteigerten Dampferzeugung. Der dafür eingesetzte CPOX-Reaktor (catalytic partial oxida-

tion) selbst ist ein herkömmlicher, zylindrischer Behälter mit konkaven, senkrecht angeordneten Begrenzungsflächen. Im oberen Ende des Behälters ist ein Brenner oder Mischer angebracht, durch den das Erdgas sich mit dem Wasserdampf vermischt. Dampf und Sauerstoff werden über separate Zuleitungen in den Behälter geführt. Der Sauerstoff kann beispielsweise der Lufttrennungseinheit G entnommen werden, in der aus Luft (Strom 11) durch Tieftemperaturdestillation die Komponenten Sauerstoff (Strom 13) und Stickstoff (Strom 12) abgetrennt werden. Der Brenner oder Mischer begünstigt ein gründliches Durchmischen der drei Gasströme in der oberen Hälfte des Behälters, wo der größte Teil der partiellen Oxidation sehr schnell stattfindet. Die heißen Gase treten dann über in einen Reformierungskatalysator, der in der unteren Hälfte des Behälters angeordnet ist, wo die Reformierung des Erdgases abgeschlossen wird. Die katalytische partielle Oxidation ist dabei typischerweise durch die folgenden fünf chemischen Reaktionen charakterisiert:

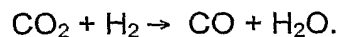
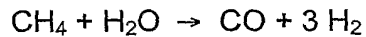


Dem Erdgas (Strom 1) wird Dampf zugegeben, um ein Molverhältnis von nicht-oxidiertem Kohlenstoff im Erdgas im Bereich zwischen 1.0 bis 3.0, normalerweise bei 1.7 für Hochdruckbetrieb, zu erzeugen. Im CPOX-Reaktor wird Sauerstoff zu dem nicht-oxidierten Kohlenstoff in einem Molverhältnis zwischen 0.45 und 0.7, üblicherweise bei 0.52, zugegeben. Die Sauerstoffmenge wird in der praktischen Anwendung präzise gesteuert, um eine Auslasstemperatur aus dem CPOX-Reaktor zwischen 900°C und 1.050°C zu erzeugen, normalerweise von 960°C. Die Reinheit des Sauerstoffs (Strom 13), der aus der Lufttrennungseinheit G bereitgestellt wird, liegt zwischen 90% und 99.5%, üblicherweise bei 99.5%. Der Katalysator, der in dem CPOX-Reaktor typischerweise benutzt wird, ist ein Nickeloxid-Katalysator, zum Beispiel vom Typ G-31E, G-90LDP und G-90B von der Firma Süd-Chemie. Der Druck, bei dem die katalyti-

- 5 sche partielle Oxidationsreaktion ausgeführt wird, liegt zwischen 25 bar und 100 bar, normalerweise bei 40 bar.

Eine weitere Möglichkeit der Synthesegaserzeugung im Reaktor A besteht in der Kombination eines Dampfreformers mit dem CPOX-Reaktor. Dabei wird ein
10 Teil des Erdgases zum Dampfreformer geleitet, in dem es bei Temperaturen zwischen 700°C und 950°C, vorzugsweise bei 780°C, in einem Molverhältnis von Dampf zu Kohlenstoff zwischen 1.5 und 3.0, vorzugsweise 2.0, und bei einem Druck zwischen 25 bar und 50 bar, vorzugsweise bei 40 bar, katalytisch zu Synthesegas gemäß folgenden Reaktionsgleichungen umgesetzt wird:

15



Typischerweise wird hierfür ein Nickel/Aluminiumoxid-Katalysator, zum Beispiel
20 vom Typ G-90LDP oder G-90B von der Firma Süd-Chemie, eingesetzt.

Anschließend wird das reformierte Erdgas mit dem Teil des Erdgasstroms, der in einem Bypass an dem Dampfreformer vorbeigeführt wird, gemischt und in den CPOX-Reaktor geleitet.

25

Alternativ kann auf eine Aufteilung des Erdgasstroms verzichtet werden, indem der gesamte Erdgasstrom zunächst durch den Dampfreformer und dann durch den CPOX-Reaktor gefahren wird.

30 Die Kombination eines Dampfreformers mit einem CPOX-Reaktor, insbesondere das Verfahren, bei dem das Erdgas mengenmäßig zwischen dem Dampfreformer und dem CPOX-Reaktor aufgeteilt wird, erhöht die Flexibilität des gesamten Verfahrens bezüglich der Gaszusammensetzung.

35 In dem Reaktor B wird das im Gasgemisch vorhandene Kohlenmonoxid in einem ein- oder zweistufigen Konversionskatalysator in Kohlendioxid umgewandelt, wobei zwischen den Stufen Kühlungen und hinter dem Reaktor B eine wei-

5 tere Abkühlung des Stroms 4 und daraus resultierend eine Wärmegewinnung vorgesehen sind. Der Katalysator kann ein oder mehr Betten der bekannten Hochtemperatur-Konversionskatalysatoren und ebenfalls mindestens ein Bett der gleichfalls bekannten Niedertemperatur-Konversionskatalysatoren umfas-

10 sen.

10

Im Verdichter und Absorber C wird das Rohgas gegebenenfalls bei erhöhtem Druck komprimiert, und das Kohlendioxid wird aus dem Gas entfernt. Die Entfernung von Kohlendioxid aus dem Rohsynthesegas wird mit einem Absorbens entweder durch eine physikalische Wäsche oder eine chemische Wäsche her-

15 beigeführt. Im Fall einer physikalischen Wäsche ist das Absorbens typischerweise kaltes Methanol oder Glykolether. Im Fall einer chemischen Wäsche ist das Absorbens typischerweise ein Alkanolamin, ein Polyalkanolamin oder Kaliumcarbonat. Im Absorber wird das Kohlendioxid in dem Rohsynthesegas bis zu einem Gehalt von weniger als 50 ppmv, üblicherweise sogar von weniger als 10

20 ppmv, entfernt. Der Druck, bei dem das Kohlendioxid entfernt wird, liegt bei 30 bar bis 100 bar, normalerweise bei 80 bar. Der Verdichter und Absorber C schließt eine Einrichtung zur kontrollierten Druckminderung für das Absorbens zur Kohlendioxidwiedergewinnung ein, eine Einrichtung für die Regeneration des Absorbens durch Wärmezufuhr, ferner eine Einrichtung zur Aufrechterhaltung der richtigen Zusammensetzung des Absorbens und schließlich eine Ein-

25 richtung für die erneute Druckbeaufschlagung des Lösungsmittels bis auf die Höhe des Prozessdrucks. Das gesamte wieder gewonnene Kohlendioxid oder Teile davon können abgetrennt und beispielsweise für eine Harnstoffsynthese verwendet werden (Strom 14). Unverbrauchtes Kohlendioxid wird in die Atmo-

30 sphäre abgeführt.

In der Reinigungseinheit D werden im Synthesegas verbliebene Verunreinigungen wie Methan, Spuren von Kohlenmonoxid und Argon aus dem Synthesegas ausgewaschen, beispielsweise mit flüssigem Stickstoff mittels eines Moleku-

35 larsiebs, allgemein bekannt als Druckwechselabsorption. Die Produkte der Reinigungseinheit D sind ein reiner Strom aus Ammoniak-Synthesegas, der im Fall einer Wäsche mit flüssigem Stickstoff das korrekte stöchiometrische Verhältnis

5 aufweist, und bei Anwendung von Druckwechselabsorption ein reiner Strom von Wasserstoff. In beiden Fällen wird ein Strom von allen verbliebenen Verunreinigungen als Brenngas für die Öfen im Prozess verwendet. Der Druck, bei dem die Reinigungseinheit D betrieben wird, liegt zwischen 30 bar und 100 bar, normalerweise bei 75 bar bei einer Wäsche mit flüssigem Stickstoff und bei 30
10 bar bei Anwendung von Druckwechselabsorption. Wenn die Reinigungseinheit D eine Wäsche mit flüssigem Stickstoff umfasst, dann wird ein Molekularsieb zur Entfernung von Spuren von Kohlendioxid und von einem Absorbens in dem kohlendioxidfreien Synthesegas vorgeschaltet.

15 In der Einheit E wird das Methanol-Synthesegas (Strom 7) durch einen Katalysator in Methanol gewandelt und das Methanol durch Destillation auf die erforderliche Reinheit raffiniert (Strom 9). Der Druck, bei dem die Methanolsynthese stattfindet, liegt zwischen 60 bar und 120 bar, normalerweise bei 70 bar. Die Methanoldestillation findet ungefähr bei 15 bar bis Atmosphärendruck statt.

20 In der Einheit F wird das Ammoniak-Synthesegas (Strom 8) komprimiert und durch einen Katalysator in Ammoniak gewandelt (Strom 10). Das Ammoniak wird vom wieder gewonnenen Synthesegas durch partielle Kondensation bei Niedrigtemperaturen abgetrennt, wobei als Kühlmittel flüssiges Ammoniak be-
25 nutzt wird. Der Druck, bei dem die Ammoniaksynthese stattfindet, liegt zwischen 120 bar und 250 bar, normalerweise bei 200 bar.

In der Lufttrennungseinheit G werden aus der Luft die Komponenten Sauerstoff (Strom 13) und Stickstoff (Strom 12) durch Tieftemperaturdestillation voneinan-
30 der getrennt. Der Prozess der Luftaufspaltung in ihre Bestandteile ist wohlbe-
kannt. Die Produkte aus der Lufttrennungseinheit G umfassen einen Sauerstoffstrom mit einer Reinheit zwischen 90% und 99.5%, normalerweise bei 99.5%, einen Strom aus Stickstoff mit einer Reinheit von mehr als 99.995% und einen Strom aus Abfallgas mit den Abfallprodukten Sauerstoff und Stickstoff,
35 die normalerweise in die Atmosphäre abgelassen werden. Die Lufttrennungseinheit G kann auch, falls gewünscht, einen oder mehr als einen Strom von den seltenen Gasen wie Argon, Helium und Neon produzieren.

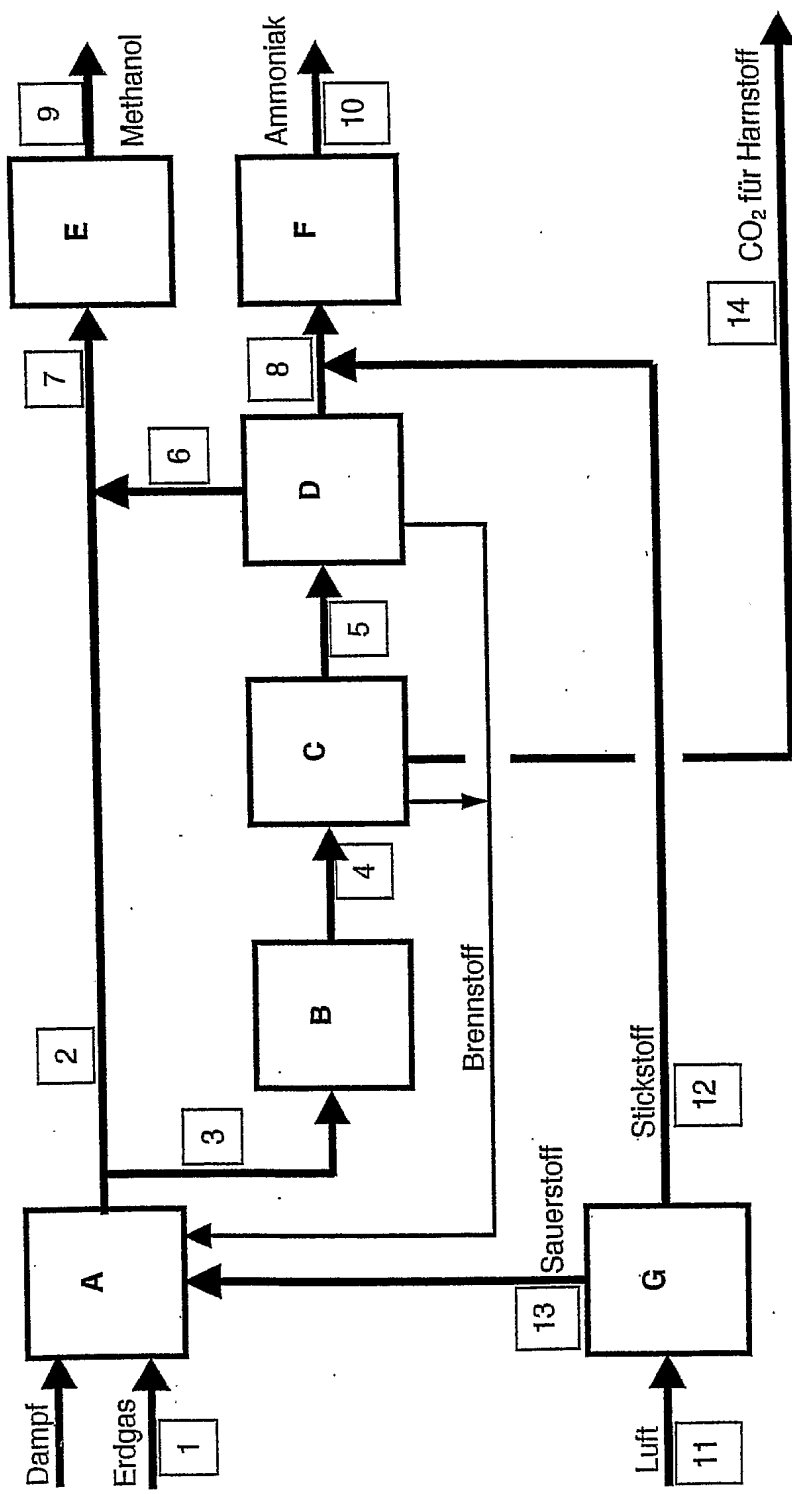
5 Patentansprüche:

- 10 1. Verfahren zur Koproduktion von Methanol und Ammoniak aus Erdgas, **gekennzeichnet durch** die folgenden Schritte:
- 15 1.1 In einem Reaktor A werden Erdgas (Strom 1), Dampf und Sauerstoff (Strom 13) miteinander vermischt, wobei das Erdgas partiell oxidiert wird und mit Hilfe von Katalysatoren weiter reformiert wird,
- 20 1.2 das dem Reaktor A entnommene Gasgemisch wird in einen Strom (Strom 2) für die Methanolsynthese in einer Einheit E und einen weiteren Strom (Strom 3) für die Wasserstoffproduktion aufgeteilt,
- 25 1.3 das im Strom (Strom 3) für die Wasserstoffproduktion vorhandene Kohlenmonoxid wird in einem Reaktor B mit Hilfe von Katalysatoren und Zwischenkühlungsstufen in Kohlendioxid gewandelt,
- 30 1.4 in einer Reinigungseinheit D werden verbliebene Verunreinigungen wie Methan, Spuren von Kohlenmonoxid und Argon ausgewaschen, und Wasserstoff (Ströme 6, 8) wird der Methanolsynthese in der Einheit E und der Ammoniaksynthese in einer Einheit F zugeführt,
- 35 1.5 in der Einheit E wird Methanol-Synthesegas (Strom 7) mit Hilfe eines Katalysators in Methanol (Strom 9) umgewandelt, und das Methanol wird durch Destillation auf die erforderliche Reinheit gebracht,
- 1.6 in der Einheit F wird Ammoniak-Synthesegas (Strom 8) komprimiert und mit Hilfe eines Katalysators in Ammoniak (Strom 10) umgewandelt, und das Ammoniak wird vom wieder gewonnenen Synthesegas durch partielle Kondensation getrennt.

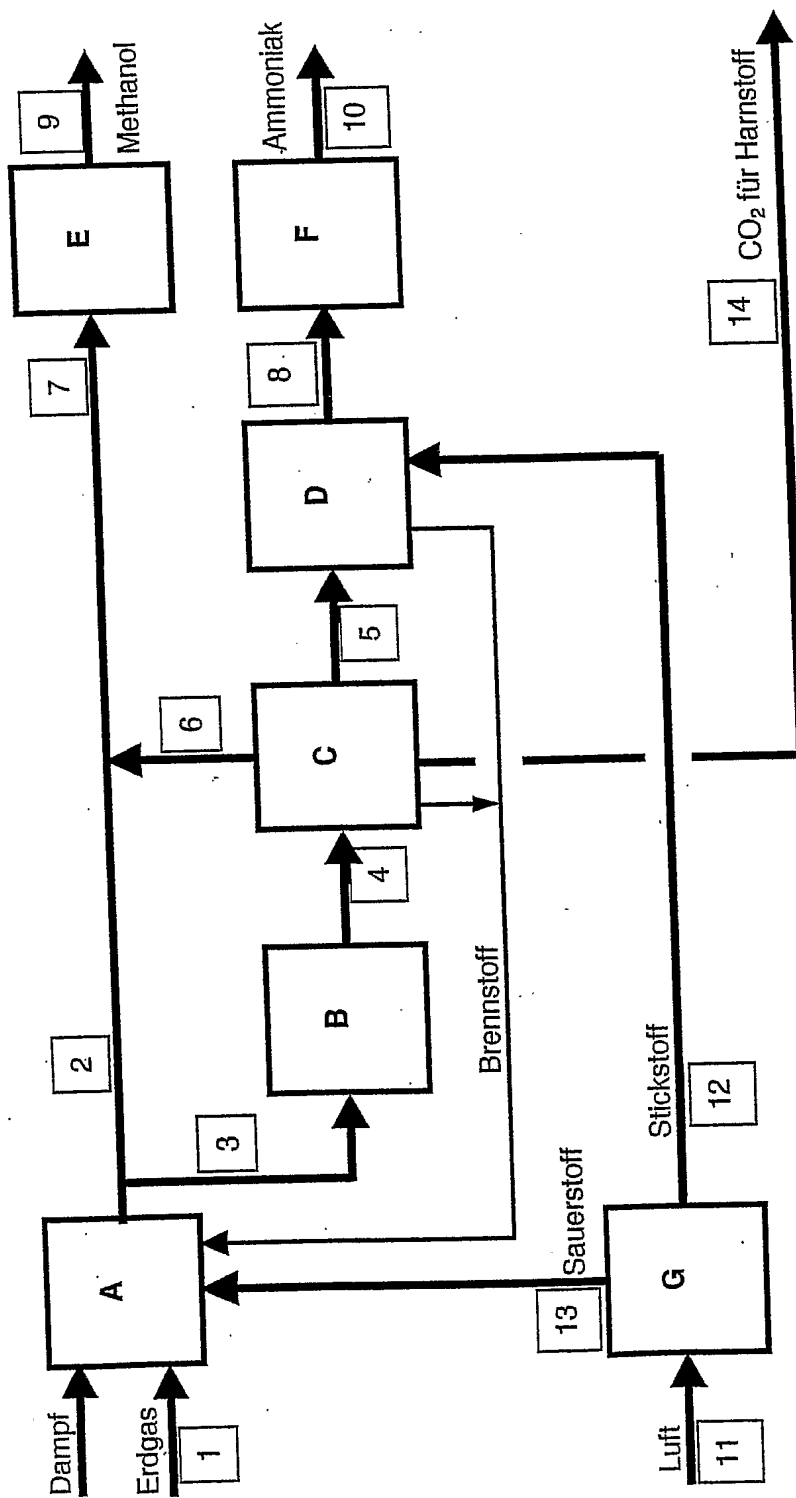
- 5 2. Verfahren nach Anspruch 1, **dadurch gekennzeichnet**, dass im Schritt 1.1 ein Teil des Erdgases zuerst durch einen Dampfreformer geleitet, anschließend mit dem übrigen Erdgas gemischt und in einen CPOX-Reaktor geleitet wird.
- 10 3. Verfahren nach Anspruch 1 oder 2, **dadurch gekennzeichnet**, dass im Schritt 1.4 verbliebene Verunreinigungen mit flüssigem Stickstoff (Strom 12) ausgewaschen werden, welcher einer Lufttrennungseinheit G entnommen wird.
- 15 4. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass im Schritt 1.4 verbliebene Verunreinigungen als Brennstoff für die Öfen des Prozesses verwendet werden.
- 20 5. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass der dem Reaktor A zugeführte Sauerstoff (Strom 13) der Lufttrennungseinheit G entnommen ist.
- 25 6. Verfahren nach einem der vorhergehenden Ansprüche, **dadurch gekennzeichnet**, dass in einem Verdichter und Absorber C das aus dem Reaktor B tretende Gasgemisch (Strom 4) komprimiert wird, das Kohlendioxid ausgewaschen wird und das Gasgemisch (Strom 5) der Reinigungseinheit D zugeleitet wird.
- 30 7. Verfahren nach Anspruch 6, **dadurch gekennzeichnet**, dass im Verdichter und Absorber C eine physikalische Wäsche mit Hilfe eines geeigneten Absorbens, insbesondere mit kaltem Methanol oder Glykolether, durchgeführt wird.
- 35 8. Verfahren nach Anspruch 6, **dadurch gekennzeichnet**, dass im Verdichter und Absorber C eine chemische Wäsche mit einem geeigneten Absorbens, insbesondere einem Alkanolamin, ein Polyalkanolamin oder Kaliumcarbonat, durchgeführt wird.

- 5 9. Verfahren nach einem der Ansprüche 6 bis 8, **dadurch gekennzeichnet**,
dass das im Verdichter und Absorber C gewonnene Kohlendioxid (Strom 14)
zur Harnstoffherstellung verwendet wird.
- 10 10. Verfahren nach einem der Ansprüche 6 bis 9, **dadurch gekennzeichnet**,
dass der dem Methanol-Synthesegas zugeleitete Wasserstoff (Strom 6) dem
Verdichter und Absorber C entnommen wird.

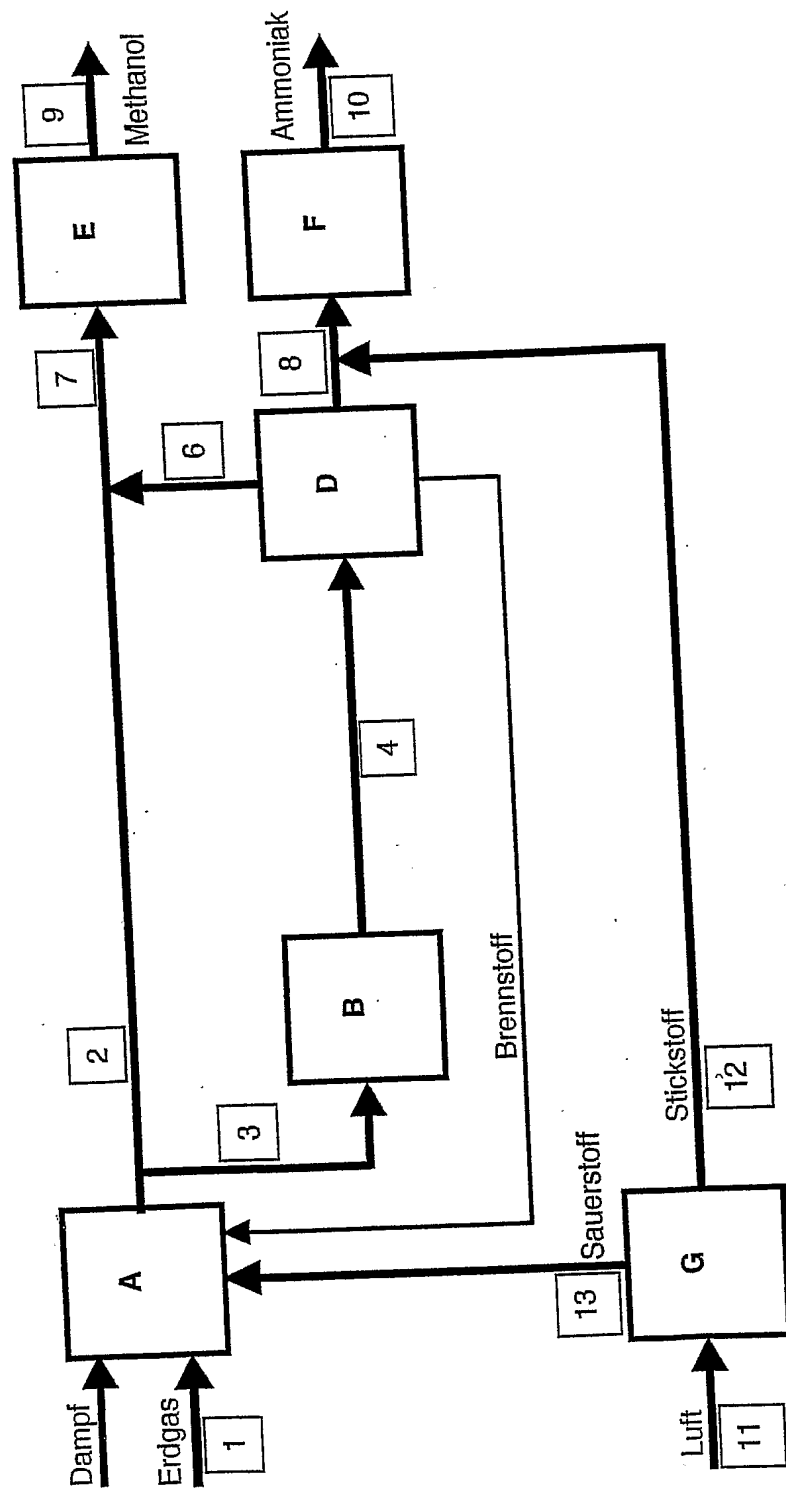
Figur 1



Figur 2



Figur 3



5 Lurgi AG
Lurgiallee 5

60295 Frankfurt am Main

10

Zusammenfassung:

Koproduktion von Methanol und Ammoniak aus Erdgas

20 Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Koproduktion von Methanol und Ammoniak aus Erdgas mit folgenden Schritten:

1. In einem Reaktor A werden Erdgas (Strom 1), Dampf und Sauerstoff miteinander vermischt, wobei das Erdgas partiell oxidiert wird und mit Hilfe von Katalysatoren weiter reformiert wird,

25 2. das dem Reaktor A entnommene Gasgemisch wird in einen Strom (Strom 2) für die Methanolsynthese in einer Einheit E und einen weiteren Strom (Strom 3) für die Wasserstoffproduktion aufgeteilt,

30 3. das im Strom (Strom 3) für die Wasserstoffproduktion vorhandene Kohlenmonoxid wird in einem Reaktor B mit Hilfe von Katalysatoren und Zwischenkühlungsstufen in Kohlendioxid gewandelt,

35 4. in einer Reinigungseinheit D werden verbliebene Verunreinigungen wie Methan, Spuren von Kohlenmonoxid und Argon ausgewaschen, und Wasserstoff

- 5 (Ströme 6, 8) wird der Methanolsynthese in der Einheit E und der Ammoniak-
synthese in einer Einheit F zugeführt,
5. in der Einheit E wird das Methanol-Synthesegas (Strom 7) mit Hilfe eines Ka-
talsators in Methanol (Strom 9) umgewandelt, und das Methanol wird durch
10 Destillation auf die erforderliche Reinheit gebracht,
6. in der Einheit F wird das Ammoniak-Synthesegas (Strom 8) komprimiert und
mit Hilfe eines Katalysators in Ammoniak (Strom 10) umgewandelt, und das
Ammoniak wird vom wieder gewonnenen Synthesegas durch partielle Kon-
15 densation getrennt.